

20 JUL. 1978

ES

NUMERO	466.043
FECHA DE PRESENTACION	16-1-1978

A1



ESPAÑA

Concedido el Registro de acuerdo con los datos que figuran en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

**PATENTE DE INVENCION**

30 PRIORIDADES:		
31 NUMERO	32 FECHA	33 PAIS
47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	C10G	
54 TITULO DE LA INVENCION		
"UN PROCEDIMIENTO DE MULTIPLES ETAPAS PARA REFORMAR CATALITICAMENTE UN MATERIAL DE CARGA HIDROCARBONADO"		
71 SOLICITANTE (S)		
UOP INC. (Case 1781)		
DOMICILIO DEL SOLICITANTE		
Ten UOP Plaza, Algonquin & Mt. Prospect Roads, Des Plaines, Illinois, EE.UU.		
72 INVENTOR (ES)		
Arthur Raymond Greenwood		
73 TITULAR (ES)		
74 REPRESENTANTE		
DON ALBERTO DE ELZABURU MARQUEZ (P.-67.967)		

jga

POOR QUALITY

1 La presente invención se refiere a una técnica me  
2 jorada para efectuar la conversión catalítica de una corrien  
te reaccionante hidrocarbonada en un sistema de reacción en  
etapas múltiples, donde (1) la corriente reaccionante fluye  
5 en serie por la pluralidad de zonas de reacción, y (2) las  
partículas de catalizador se pueden desplazar por cada zona  
de reacción mediante flujo por gravedad. Más en particular,  
la técnica de procedimiento descrita es adaptable para uti-  
lización en sistemas en fase vapor, donde (1) las reaccio-  
10 nes de conversión son principalmente productoras de hidróge  
no, o endotérmicas, (2) donde se introducen partículas de  
catalizador de nueva aportación, o regenerado, en al menos  
dos zonas de reacción, y (3) las partículas de catalizador  
desactivado se retiran de al menos dos zonas de reacción,  
15 para subsiguiente regeneración.

Diversos tipos de sistemas de reacción en etapas  
múltiples han hallado extendida utilización en las indus-  
trias del petróleo y petrolquímicas, para efectuar multitud  
de reacciones, especialmente reacciones de conversión de hi  
20 drocarburos. Tales reacciones son exotérmicas o endotérmi-  
cas, y tanto productoras de hidrógeno como consumidoras de  
hidrógeno. Los sistemas de reacción en etapas múltiples son  
generalmente de dos tipos: (1) configuración en yuxtaposi-  
ción con calentamiento intermedio entre las zonas de reac-  
25 ción, donde la corriente o mezcla reaccionante fluye en se-  
rie de una zona a otra zona; y (2) diseño apilado, donde  
una sola cámara de reacción, o más, contiene las etapas múl-  
tiples de contacto catalítico. Tales sistemas, según se apli-  
can a la refinación de petróleo, se han empleado para efec-  
30 tuar numerosas reacciones de conversión de hidrocarburo, in

1 cluyendo aquellas que prevalecen en la reformación catalíti  
ca, alcoholación, deshidrogenación de etilbencenos para pro  
ducir estireno, otros procedimientos de deshidrogenación,  
etc. La presente invención está específicamente destinada a  
5 su utilización en procedimientos de conversión de hidrocar-  
buro endotérmicos, o productores de hidrógeno, en cuyas zo-  
nas de reacción las partículas de catalizador se pueden des-  
plazar descendientemente mediante flujo por gravedad. Así,  
se considera que la técnica abarcada por el concepto de la  
10 invención es adaptable si (1) existe una primera zona de  
reacción en relación de yuxtaposición con un sistema apila-  
do que contiene dos o más zonas de reacción, y (2) si exis-  
ten al menos tres zonas de reacción en relación de yuxtapo-  
sición entre ellas. En la primera configuración, el mate-  
15 rial de carga pasa en serie desde la zona sola de reacción  
por las zonas de reacción apiladas. Se introducen partícu-  
las de catalizador de nueva aportación, o regenerado, en la  
parte superior de la zona sola de reacción y en la zona más  
superior de reacción del sistema apilado, y las partículas  
20 de catalizador desactivado, destinadas a regeneración, se  
retiran del fondo de la zona sola de reacción y de la zona  
más inferior de reacción del sistema apilado. La presente  
invención está destinada también a ser aplicada a aquellos  
sistemas de reacción en los que el catalizador está dispues-  
25 to en forma de un lecho anular, y la corriente reaccionante  
fluye en serie desde una zona a otra zona de reacción, pero  
dentro de cada zona fluye perpendicularmente al movimiento  
de las partículas de catalizador. Para mayor brevedad, la  
discusión siguiente se dirigirá hacia aquellos sistemas en  
30 los que se emplea un lecho móvil descendientemente de partí-

1 -culas de catalizador, en la conversión de una corriente  
reaccionante hidrocarbonada, estando dispuestas las partícu  
las de catalizador en forma de un lecho anular, por el que  
la corriente de reaccionante fluye lateral y radialmente.

5 Un sistema de reacción en flujo radial consiste  
generalmente en secciones de forma tubular, de áreas nomina  
les de sección recta variables, dispuestas vertical y co-  
axialmente para formar el recipiente de reacción. En breve,  
el sistema comprende una cámara de reacción que contiene .  
10 una malla de retención de catalizador, dispuesta coaxialmen  
te, que tiene un área nominal de sección recta interior me-  
nor que dicha cámara, y un tubo central perforado que tiene  
un área nominal de sección recta interior menor que la ma-  
lla de retención de catalizador. La corriente reaccionante  
15 se introduce en fase vapor en el espacio anular creado en-  
tre la pared interior de la cámara y la superficie exterior  
de la malla de retención de catalizador. Esta última forma  
una zona anular de contención de catalizador con la superfi  
cie exterior del tubo central perforado; el reaccionante en  
20 forma de vapor fluye lateral y radialmente por la malla y  
zona de catalizador, al tubo central y salida de la cámara  
de reacción. Aunque la configuración de forma tubular de  
los diversos componentes del reactor puede adoptar cualquier  
forma adecuada - es decir, triangular, cuadrada, oblonga,  
25 en diamante, etc.- muchas consideraciones de diseño, fabri  
cación y técnicas indican las ventajas de usar componentes  
que tengan una sección recta sustancialmente circular.

En la patente de los EE.UU. n° 3.706.536 se mues-  
tra un sistema de reactor apilado en etapas múltiples.

La presente invención abarca un procedimiento en

1 -el que el material de carga de alimentación de nueva aporta  
ción, sin hidrógeno añadido ni recirculado, se pone inicial  
mente en contacto con partículas de catalizador, que fluyen  
por gravedad, en un primer reactor separado cuyas pequeñas  
5 existencias de catalizador se pueden renovar muy rápidamen-  
te, a una velocidad independiente de la que hay en los reac-  
tores agitados. La ventaja primordial radica en la elimina-  
ción del compresor que se requiere, de lo contrario, para  
recircular la fase vapor rica en hidrógeno, para reunir con  
10 el material de carga de alimentación de nueva aportación an-  
tes de la primera zona de reacción. Otro beneficio princi-  
pal, como se expone más adelante, estriba en la concomitan-  
te reducción de tamaño de las instalaciones de regeneración  
de catalizador.

15 Así, la invención elimina la recirculación de hi-  
drógeno por compresión, consiguiendo así ahorros significa-  
tivos en servicios auxiliares y energía. La invención consi-  
gue también una reducción del tamaño de las instalaciones  
de regeneración integradas en el sistema de reacción en eta-  
20 pas múltiples.

Por tanto, la presente invención se refiere a un  
procedimiento en etapas múltiples para reformar catalítica-  
mente un material de carga de hidrocarburo, que comprende  
las etapas de: (a) introducir, al menos periódicamente, par-  
25 tículas de catalizador de nueva aportación o regenerado en  
el extremo superior de una primera zona de reacción, por la  
que las partículas de catalizador se pueden desplazar me-  
diante flujo por gravedad, retirando, al menos periódicamen-  
te, las partículas de catalizador desactivado por el extre-  
mo inferior de dicha primera zona de reacción, y haciendo

30

31018

P- 1 reaccionar dicho material de carga, en ausencia de hidróge  
no añadido, en dicha primera zona, bajo condiciones de re-  
formación catalítica; (b) introducir, al menos periódica-  
mente, partículas de catalizador de nueva aportación o re-  
5 generado en el extremo superior de un sistema de reactor  
apilado que contiene una pluralidad de zonas de reacción  
que tienen un eje vertical común, y por el que las partícu-  
las de catalizador se pueden desplazar mediante flujo por  
10 gravedad, retirando, al menos periódicamente, las partícu-  
las de catalizador desactivado por el extremo inferior de  
dicho sistema, e introduciendo el efluente producto de reac-  
ción de dicha primera zona de reacción en la zona más supe-  
rior de reacción de dicho sistema de reactor apilado, y ba-  
jo condiciones de reformación catalítica; (c) hacer reac-  
15 cionar adicionalmente el resultante efluente producto de  
reacción superior; bajo condiciones de reformación catalíti-  
ca, en una zona de reacción inferior de dicho sistema de  
reactor apilado; y (d) recuperar un producto reformado ca-  
talíticamente, normalmente líquido, del efluente retirado  
20 de la zona más baja de reacción de dicho sistema de reac-  
tor apilado.

Preferiblemente, el sistema de reactor apilado  
contiene tres zonas de reacción por las que las partículas  
de catalizador se pueden desplazar mediante flujo por gra-  
25 vedad, primero por la zona más superior de reacción y lue-  
go por cada siguiente zona de reacción inferior sucesiva.  
En este caso, el efluente de la primera zona de reacción se  
hace reaccionar adicionalmente en la segunda zona de reac-  
ción (la más superior del sistema apilado), el efluente re-  
sultante de la segunda zona de reacción se sigue haciendo  
30

1 reaccionar en la tercera zona de reacción, y el efluente  
resultante de la tercera zona de reacción se sigue hacien-  
do reaccionar en la cuarta zona de reacción (la zona más  
5 inferior del sistema apilado), estando todas las zonas ba-  
jo condiciones de reformación catalítica. La primera zona  
de reacción contiene deseablemente la menor cantidad de  
partículas de catalizador, de preferencia de aproximadamen-  
te 5,0% a aproximadamente 15,0% en volumen del catalizador  
total en el sistema de etapas múltiples. Además, si el sis-  
10 tema apilado consiste en tres zonas de reacción adiciona-  
les, la zona más superior contiene de preferencia de 15,0%  
a aproximadamente 25,0%, la zona media de aproximadamente  
25,0% a aproximadamente 35,0%, y la zona más inferior de  
aproximadamente 35,0% a aproximadamente 50,0% del cataliza-  
15 dor total.

Diversos tipos de procedimientos de conversión  
de hidrocarburo han utilizado sistemas de reacción de eta-  
pas múltiples, en configuración de yuxtaposición, como pi-  
20 la dispuesta verticalmente, o en una combinación de un sis-  
tema apilado en relación de yuxtaposición con una o más zo-  
nas de reacción separadas. En un sistema "apilado" usual,  
las partículas de catalizador fluyen descendentemente des-  
de una zona que contiene catalizador a otra, y finalmente  
se transfieren a un sistema de regeneración adecuado, que  
25 también funciona preferiblemente con un lecho que se des-  
plaza descendentemente de partículas de catalizador. En  
efecto, las partículas de catalizador se desplazan de una  
sección a otra de manera tal que el flujo de catalizador  
es continuo, a intervalos frecuentes, o a intervalos exten-  
30 sos, estando controlado el movimiento por la cantidad de

1 -catalizador retirada de la última de la serie de zonas de  
reacción individuales.

5 La patente de los EE.UU. nº 3.470.090 ilustra un  
sistema de reacción en etapas múltiples, en yuxtaposición,  
con calentamiento intermedio de la corriente de reaccionan-  
te que fluye en serie por las zonas de reacción individua-  
les. Un sistema modificado está expuesto en la patente de  
los EE.UU. nº 3.839.197, que implica un método de transpor-  
te de catalizador entre reactores. La transferencia de ca-  
10 talizador desde la última zona de reacción de la plurali-  
dad, hasta la parte superior de la zona de regeneración de  
catalizador, es posible por la técnica ilustrada en la pa-  
tente de los EE.UU. nº 3.839.196.

15 En la patente de los EE.UU. nº 3.647.680 se mues-  
tra una configuración de reacción apilada, en forma de un  
sistema de dos etapas que tiene una instalación integrada  
de regeneración que recibe aquel catalizador retirado de  
la zona de reacción inferior. Se ilustran configuraciones  
apiladas similares en la patente de los EE.UU. nº 3.692.496  
20 y patente de los EE.UU. nº 3.725.249.

25 Hay detalles generales de un sistema apilado,  
con tres zonas de reacción, presentes en la patente de los  
EE.UU. nº 3.706.536, donde cada zona sucesiva de reacción  
contiene un volumen mayor de catalizador. La patente de  
los EE.UU. nº 3.864.240 ilustra la integración de un siste-  
ma de reacción que tiene partículas de catalizador que flu-  
yen por gravedad, con un sistema de lecho fijo. El uso de  
un segundo compresor para permitir el flujo separado de gas  
de recirculación rico en hidrógeno está descrito en la pa-  
30 tente de los EE.UU. nº 3.516.924.

1 La patente de los EE.UU. nº 3.725.248 ilustra un  
sistema de etapas múltiples en configuración de yuxtaposi-  
ción, siendo transportadas las partículas de catalizador,  
que fluyen por gravedad, desde la parte inferior de una zo-  
5 na de reacción a la superior de la siguiente zona de reac-  
ción sucesiva, y siendo transferidas a instalaciones de re-  
generación adecuadas aquellas partículas de catalizador se-  
paradas de la última zona de reacción.

10 El procedimiento de la presente invención es ade-  
cuado para uso en sistemas de conversión de hidrocarburo  
caracterizados por tener múltiples etapas, y en los que  
las partículas catalíticas se pueden desplazar, mediante  
flujo por gravedad, en cada zona de reacción. Además, la  
15 presente invención está destinada principalmente a ser uti-  
lizada en sistemas en los que las reacciones principales  
son endotérmicas, o productoras de hidrógeno, y se efectúan  
en operación en fase vapor. Aunque la discusión siguiente  
está específicamente dirigida a la reformación catalítica  
de fracciones que hierven en el intervalo de la nafta, no  
20 se pretende limitar a ello la presente invención. Los cata-  
lizadores de reformación típicos son de forma esférica, y  
tienen un diámetro nominal comprendido entre aproximadamen-  
te 0,79 mm y aproximadamente 4,0 mm. Cuando las cámaras de  
reacción están apiladas verticalmente, se emplea una plura-  
25 lidad (generalmente de 6 a 16) de conductos de diámetro re-  
lativamente pequeño, para transferir partículas de cataliza-  
dor desde una zona de reacción a la siguiente zona de reac-  
ción inferior. Después de retirar las partículas de cataliza-  
dor de la última zona de reacción, usualmente se transpor-  
tan a la parte superior de una instalación de regeneración

1 de catalizador, que funciona con una columna descendente  
2 de partículas de catalizador; las partículas de cataliza-  
3 dor regenerado se transportan a la parte superior de la zo-  
4 na superior de reacción de la pila. En un sistema de con-  
5 versión que tenga las zonas individuales de reacción en re-  
6 lación de yuxtaposición, se emplean recipientes de trans-  
7 porte de catalizador para transferir las partículas de ca-  
8 talizador desde la parte inferior de una zona a la superior  
9 de la zona sucesiva, y de la última zona de reacción a la  
10 parte superior de la instalación de regeneración.

11 La reformación catalítica de hidrocarburos que  
12 hierven en el intervalo de la nafta, operación en fase va-  
13 por, se efectúa usualmente bajo condiciones de conversión  
14 entre las que se incluyen temperaturas del lecho de catali-  
15 zador comprendidas entre aproximadamente 371°C y aproxima-  
16 damente 549°C. Otras condiciones incluyen normalmente una  
17 presión de aproximadamente 4,4 a 69,0 atmósferas, una velo-  
18 cidad espacial horaria de líquido (definida como volúmenes  
19 de material de carga nuevo por hora, por volumen de partí-  
20 culas totales de catalizador) de 0,2 a aproximadamente  
21 10,0 y, antes de la presente invención, una proporción mo-  
22 lar entre hidrógeno e hidrocarburo de aproximadamente  
23 1,0 : 1,0 a aproximadamente 10,0 : 1,0 respecto a la zona  
24 de reacción inicial. Los sistemas de reformación continua  
25 con regeneración ofrecen numerosas ventajas cuando se com-  
26 paran con los sistemas anteriores de lecho fijo. Entre  
27 ellas está la capacidad de un funcionamiento eficaz a pre-  
28 siones menores -por ejemplo 4,4 a aproximadamente 11,2 at-  
29 mósferas- y mayores velocidades espaciales horarias de lí-  
30 quido -por ejemplo, 3,0 : 1,0 a aproximadamente 8,0 : 1,0.

1 -Además, como resultado de la regeneración continua del ca-  
talizador, se pueden mantener unas temperaturas consisten-  
tes más altas en la entrada del lecho de catalizador -por  
ejemplo 510°C a aproximadamente 543°C. También hay un co-  
5 rrespondiente aumento tanto de la producción de hidrógeno  
como de la pureza de hidrógeno, en la fase vapor recupera-  
da del separador de producto.

Reacciones de reformación catalítica incluyen la  
deshidrogenación de naftenos a aromáticos, la deshidroci-  
10 clación de parafinas a aromáticos, el hidrocraqueo de para-  
finas de cadena larga a material normalmente líquido de  
punto de ebullición más bajo, y en cierta medida la isome-  
rización de parafinas. Estas reacciones se efectúan común-  
mente por uso de uno o más metales nobles del grupo VIII  
15 (por ejemplo platino, iridio, rodio) combinados con un ha-  
lógeno (por ejemplo cloro y/o fluor) y un material poroso  
de soporte, tal como alúmina. A veces se pueden conseguir  
resultados más ventajosos por uso conjunto de un modifica-  
dor catalítico, tal como cobalto, níquel, galio, germanio,  
20 estaño, renio, vanadio y mezclas de ellos. En cualquier ca-  
so, la capacidad de alcanzar las ventajas respecto a los  
sistemas comunes de lecho fijo depende mucho de conseguir  
un flujo sustancialmente uniforme de catalizador, descen-  
dentemente por el sistema.

25 La reformación catalítica utiliza típicamente  
múltiples etapas, cada una de las cuales contiene una can-  
tidad diferente de catalizador, expresada generalmente co-  
mo tanto por ciento en volumen. La corriente reaccionante,  
hidrógeno y alimentación de hidrocarburo, fluye en serie  
30 por las zonas de reacción, en orden de volumen de cataliza

1 -dor en aumento, con calentamiento entre etapas. En un sistema de tres zonas de reacción las cargas típicas de catalizador son: primera, 10,0% a aproximadamente 30,0%; segunda, de 20,0% a aproximadamente 40,0%; y tercera, de aproximadamente 40,0% a aproximadamente 60,0%. Respecto a un sistema de cuatro zonas de reacción, la carga adecuada de catalizador sería: primera, 5,0% a aproximadamente 15,0%; segunda, 15,0% a aproximadamente 25,0%; tercera, 25,0% a aproximadamente 35,0%; y cuarta, 35,0% a aproximadamente 50,0%. La distribución desigual de catalizador, aumentando en la dirección del flujo de corriente reaccionante, facilita y refuerza la distribución de las reacciones y el calor global de reacción. Las técnicas de funcionamiento actuales implican separar el efluente total de la última zona de reacción, en un llamado separador de alta presión, a una temperatura de aproximadamente 15,6°C a aproximadamente 60°C, para proporcionar la corriente de producto normalmente líquido y una fase vapor rica en hidrógeno. Una porción de esta última se combina con el material de carga nuevo, como hidrógeno de recirculación, mientras que el resto se expulsa del procedimiento.

Se ha hallado ahora que, en un sistema de zona de reacción en el que las partículas de catalizador se pueden desplazar mediante flujo por gravedad, y usando regeneración continua del catalizador, es posible efectuar la reformación catalítica con corriente de gas de recirculación rico en hidrógeno. Esto permite la eliminación del compresor de gas de recirculación. Cuando no hay hidrógeno recirculado, la proporción molar hidrógeno/hidrocarburo es "cerro" a la entrada del lecho de catalizador de la primera

1 -zona de reacción que "ve" el material de carga. La mayoría  
de los naftenos se convierten en aromáticos en este reac-  
tor inicial, produciendo gran cantidad de hidrógeno. De he-  
cho, tanto como 50,0% de la producción global de hidrógeno  
5 en la totalidad del procedimiento proviene de las reaccio-  
nes efectuadas en el primer reactor. Este rendimiento de  
hidrógeno proporciona una proporción hidrógeno/hidrocarbu-  
ro en aumento en el segundo reactor y reactores subsiguien-  
tes. Esto significa que sólo el reactor número uno funcio-  
10 na a proporción hidrógeno/hidrocarburo cero, y sólo en la  
entrada a él. Por tanto, la formación de coque en este  
reactor será mayor que en cualquier otro de los reactores  
subsiguientes. Como se ha dicho antes, considerando un sis-  
tema de cuatro reactores, el flujo de reaccionante es, en  
15 serie, 1-2-3-4; en un sistema apilado se considera que la  
zona de reacción número uno está en la parte superior. Ade-  
más, la distribución de catalizador es generalmente des-  
igual, y tal que el volumen de catalizador aumenta de un  
reactor al siguiente reactor sucesivo; es decir, la prime-  
20 ra zona contiene la menor cantidad de partículas de catali-  
zador, mientras que la última zona contiene más cataliza-  
dor que cualquiera de las otras.

El método más común para hacer funcionar un sis-  
tema de reformación catalítica con flujo por gravedad, con  
25 regeneración integrada continua del catalizador, es apilar  
todas las zonas de reacción de manera que las partículas  
de catalizador fluyan de una zona de reacción a la siguien-  
te zona de reacción sucesiva inferior. Con este tipo de  
disposición, la magnitud de circulación de catalizador es  
30 la misma en todos los reactores que constituyen la pila.

1 Si no se proporciona compresor de gas de recirculación, es-  
to se convierte en una disposición no satisfactoria, ya que  
la zona de reacción primera (más superior) requiere una mag-  
nitud de circulación de catalizador mayor, debido a su gran  
5 disposición de coque. Entonces, este reactor impondría la  
magnitud de circulación de catalizador a todos los reacto-  
res de la pila. Además, está la desventaja adicional de que  
un catalizador desactivado, muy coquizado, fluye a los reac-  
tores segundo y subsiguientes, en los que se requiere máxi-  
10 ma actividad para efectuar la isomerización de parafinas,  
deshidrociclación de parafinas, e hidrocraqueo.

Según la presente invención, tal como se aplica a  
un sistema de etapas múltiples en el que las partículas de  
catalizador fluyen descendientemente por gravedad a través  
15 de cada zona de reacción, y de una zona a la siguiente zona  
sucesiva, el reactor número uno (más superior) se desplaza  
sacándolo del sistema apilado, disponiéndolo como reactor  
separado en relación de yuxtaposición con la pila. El cata-  
lizador de nueva aportación o regenerado se introduce perió-  
dicamente en el reactor solo lateral y en la zona más supe-  
rior de reacción de la pila; esto se puede conseguir escin-  
diendo el catalizador regenerado en dos corrientes controla-  
das separadamente. El catalizador desactivado se retira tan-  
to del reactor solo como del fondo del reactor más inferior  
25 de la pila. La retirada de las dos corrientes de cataliza-  
dor puede ser así consistente con las magnitudes de circula-  
ción requeridas, o deposición de coque, para el reactor la-  
teral y la pila. Otra ventaja estriba en el hecho de que la  
instalación de regeneración se puede hacer mucho más peque-  
ña, ya que su tamaño depende de la magnitud global de circu-  
30

1 lación de catalizador. Se puede permitir que el contenido  
de coque en el catalizador retirado del primer reactor (reactor  
solo lateral) suba hasta tanto como 20,0% en peso, en  
vez del usual 2,0% hasta un máximo de aproximadamente 5,0%.  
5 Esto es posible porque la función principal de la primera  
zona de reacción es efectuar la deshidrogenación de nafte-  
nos a aromáticos.

La presente invención se puede describir más con  
referencia al dibujo adjunto, que está presente sólo para  
10 fines de ilustración y no está destinado a limitar el ámbi-  
to y espíritu de la invención. Por tanto se han eliminado o  
se ha reducido el número de elementos misceláneos no requere-  
dos para completa comprensión del concepto de la invención.  
Tales elementos están bien dentro de la capacidad del exper-  
15 to en la técnica. La realización ilustrada es un diagrama  
de procesos esquemático simplificado que muestra un procedi-  
miento con cuatro zonas de reacción, en el que el reactor 1  
se halla en relación de yuxtaposición con tres reactores,  
3, 4 y 5, dispuestos en una pila 2 vertical. No se muestran  
20 el calentador de la carga, que aumenta la temperatura de la  
alimentación de nueva aportación en la tubería 6, ni los ca-  
lentadores intermedios, normalmente en las tuberías 11, 16  
y 17. El uso de tales calentadores es bien conocido.

Respecto a la distribución volumétrica de partícu-  
25 las de catalizador, la zona 1 de reacción lateral sola con-  
tiene aproximadamente 10%, la zona 3 de reacción más supe-  
rior del reactor 2 apilado contiene 15,0%, la zona 4 media  
de reacción aproximadamente 25,0%, y la zona 5 más inferior  
de reacción aproximadamente 50,0%. Las partículas de catali-  
zador de nueva aportación o regenerado se introducen, al me-

1 nos periódicamente, en la zona 1 de reacción por el conduc-  
to 7 y lumbrera 8 de entrada. La magnitud de circulación de  
catalizador por la zona 1 está determinada primordialmente  
por la cantidad de coque depositado sobre él; según la pre-  
5 sente técnica de procedimiento, se puede permitir una depo-  
sición de coque de aproximadamente 20,0% en peso en las par-  
tículas de catalizador retiradas por una pluralidad de lum-  
breras 9 de salida y conductos 10. Análogamente, las partí-  
culas de catalizador de nueva aportación o regenerado se in-  
10 troducen, al menos periódicamente, en el sistema de reactor  
apilado mediante el conducto 12 y la lumbrera 13 de entra-  
da. Estas fluyen descendentemente, por gravedad, a través  
de la zona 3 de reacción y desde ella a la zona 4 de reac-  
ción. Las partículas de catalizador también fluyen descen-  
15 dentemente, por gravedad, a través de la zona 4 de reacción  
a y por la zona 5 de reacción, y se retiran del sistema 2  
apilado por una pluralidad de lumbreras 14 de salida y con-  
ductos 15. Estas partículas de catalizador desactivado, y  
las retiradas de la zona 1 de reacción, se transportan a  
20 instalaciones de regeneración adecuadas, no ilustradas. Co-  
mo se ha indicado antes, el hecho de que el nivel de coque  
en el catalizador retirado de la zona 1 de reacción pueda  
ser tan alto como 20,0% en peso tiene como resultado una  
magnitud global menor de regeneración del catalizador. La  
25 magnitud de circulación por la zona 1 es, por tanto, dife-  
rente de la que hay en el sistema apilado que contiene las  
zonas 3, 4 y 5. Análogamente, las magnitudes de adición de  
catalizador de nueva aportación o regenerado por los conduc-  
30 tos 7 y 12 no serán las mismas.

1 Las partículas de catalizador retiradas de la zona 1 de reacción contendrán hasta aproximadamente 20,0% en peso de coque depositado. Sin embargo, queda actividad suficiente para efectuar una conversión sustancial de naftenos a aromáticos e hidrógeno. Por tanto, el material de carga que hierve en el intervalo de la nafta, sin hidrógeno de recirculación, tras intercambio adecuado de calor con una corriente a más temperatura y cualquier calentamiento adicional necesario para elevar su temperatura, hasta el nivel deseado a la entrada del lecho de catalizador, se introduce por la tubería 6 a la zona 1 de reacción. Aproximadamente 85,0% a aproximadamente 90,0% de los naftenos se deshidrogenan allí a aromáticos, con la concomitante producción de hidrógeno.

5  
10  
15 Dado que las reacciones de deshidrogenación efectuadas en la zona 1 de reacción son principalmente endotérmicas, la temperatura del efluente de ella, en la tubería 11, se aumentará por uso de un calentador entre zonas de reacción. El efluente calentado se introduce luego en la zona 3 más superior de reacción, en la que se introducen partículas de catalizador regenerado o nuevo por el conducto 12 y la lumbrera 13 de entrada. El efluente de la zona 3 de reacción se introduce, por la tubería 16, en otro calentador entre zonas de reacción, en el que se vuelve a aumentar otra vez la temperatura; el efluente calentado se introduce luego así en la zona 4 de reacción. El efluente de la zona 4 de reacción se lleva por el conducto 17 a un calentador intermedio, y desde él a la zona 5 de reacción. El producto efluente se retira de la zona 5 de reacción por la tubería 18 y (tras uso, si se desea, como medio de

1 - intercambio de calor) se introduce en el condensador 19,  
donde la temperatura se sigue disminuyendo hasta un nivel  
comprendido entre aproximadamente 15,6°C y 60°C. El mate-  
5 rial condensado se transfiere mediante la tubería 20 al se-  
parador 21, donde se efectúa la separación entre una fase  
normalmente líquida, tubería 22, y una fase vapor rica en  
hidrógeno, tubería 23.

Mediante la presente invención se efectúa la re-  
formación catalítica de un material de carga de hidrocarbu-  
10 ro, en un sistema en múltiples etapas en el que el catali-  
zador fluye descendientemente, por gravedad, a través de ca-  
da zona de reacción del sistema, y sin recircular una por-  
ción de la fase vapor, rica en hidrógeno, separada del pro-  
ducto efluente normalmente líquido deseado.

15

20

25

30

REIVINDICACIONES

1  
5 Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10 1ª.- Un procedimiento de múltiples etapas para reformar catalíticamente un material de carga hidrocarbonado, que comprende las etapas de: (a) introducir, al menos periódicamente, partículas de catalizador de nueva aportación o regenerado en el extremo superior de una primera zona de reacción, por la que las partículas de catalizador se pueden desplazar mediante flujo por gravedad, retirando, al menos periódicamente, partículas de catalizador desactivado del extremo inferior de dicha primera zona de reacción, y haciendo reaccionar dicho material de carga, en ausencia de hidrógeno añadido, en dicha primera zona de reacción, bajo condiciones de reformación catalítica; (b)  
15 20 introducir, al menos periódicamente, partículas de catalizador de nueva aportación o regenerado en el extremo superior de un sistema de reactor apilado que contiene una pluralidad de zonas de reacción que tienen un eje vertical común, y por el que las partículas de catalizador se pueden  
25 30 desplazar mediante flujo por gravedad, retirando, al menos periódicamente, partículas de catalizador desactivado del extremo inferior de dicho sistema, e introduciendo el producto efluente de reacción de dicha primera zona de reacción en la zona de reacción más superior de dicho sistema de reactor apilado, y bajo condiciones de reformación cata

1      lítica; (c) seguir haciendo reaccionar el producto efluen-  
te de reacción más superior resultante, bajo condiciones  
de reformación catalítica, en una zona de reacción más in-  
5      ferior de dicho sistema de reactor apilado; y (d) recupe-  
rar un producto de reformación catalítica, normalmente lí-  
quido, del efluente retirado de la zona de reacción más in-  
ferior de dicho sistema de reactor apilado.

10      2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª,  
donde dicho sistema de reactor apilado contiene al menos  
dos zonas de reacción.

3ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª,  
donde dicho sistema de reactor apilado contiene tres zonas  
de reacción.

15      4ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª,  
donde dicha primera zona de reacción contiene la menor can-  
tidad de partículas de catalizador.

20      5ª.- Procedimiento según la reivindicación 4ª,  
donde dicha primera zona de reacción contiene de aproxima-  
damente 5,0% a aproximadamente 15,0% en volumen del catali-  
zador total de dicho procedimiento en etapas múltiples.

25      6ª.- Procedimiento según la reivindicación 3ª,  
donde la primera zona de reacción contiene de 5,0% a apro-  
ximadamente 15,0% en volumen de las partículas totales de  
catalizador, la segunda zona de reacción de aproximadamen-  
te 15,0% a aproximadamente 25,0%, la tercera zona de reac-  
ción de aproximadamente 25,0% a aproximadamente 35,0%, y  
la cuarta zona de reacción de aproximadamente 35,0% a apro-  
ximadamente 50,0%.

30      7ª.- Un procedimiento de múltiples etapas para  
reformar catalíticamente un material de carga hidrocarbóna

-do.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

Esta Memoria consta de veinte hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 14. FEB. 1978

P.A.

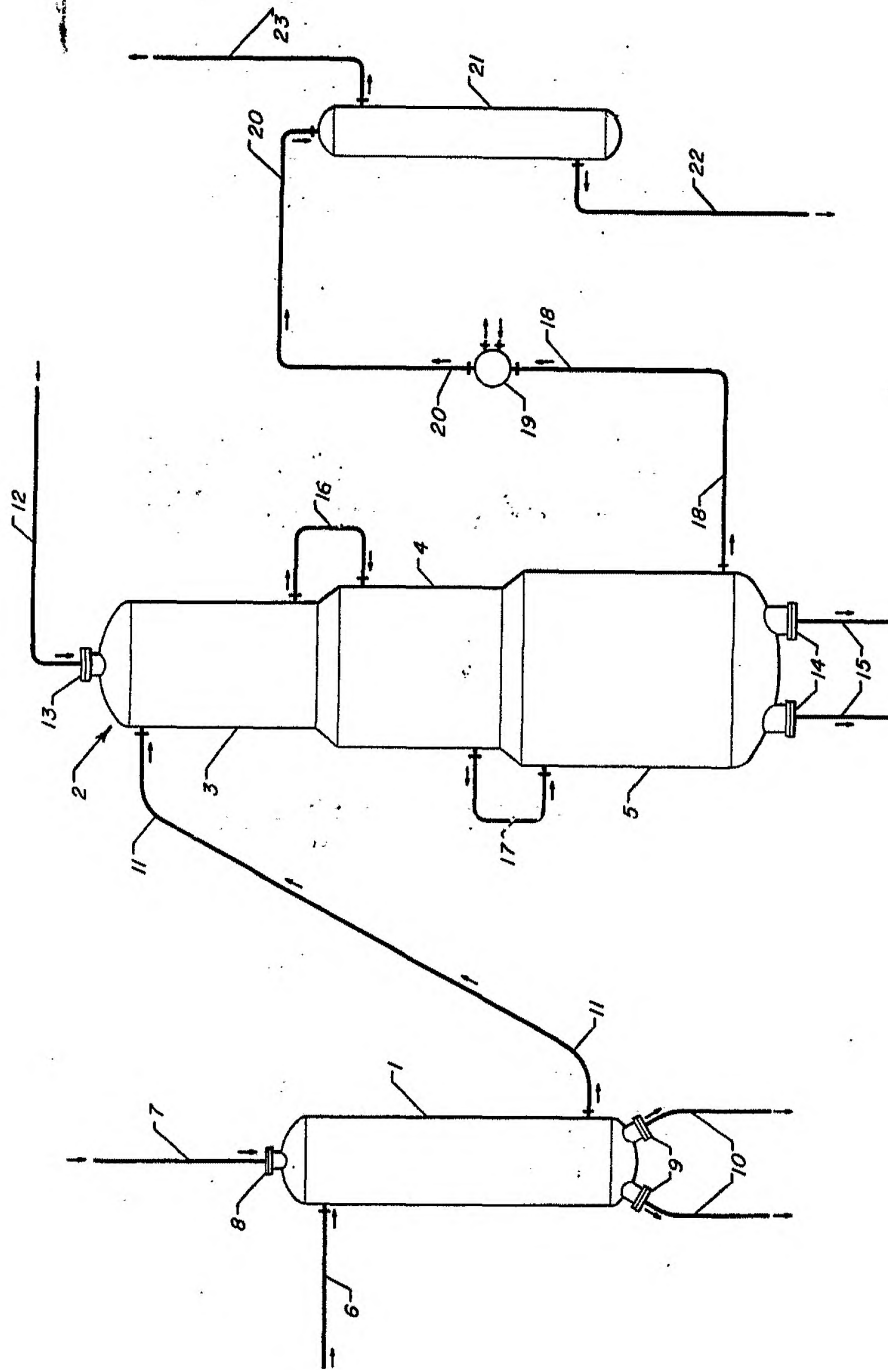
**Alberro de Elizaburu**  
Por Poder.



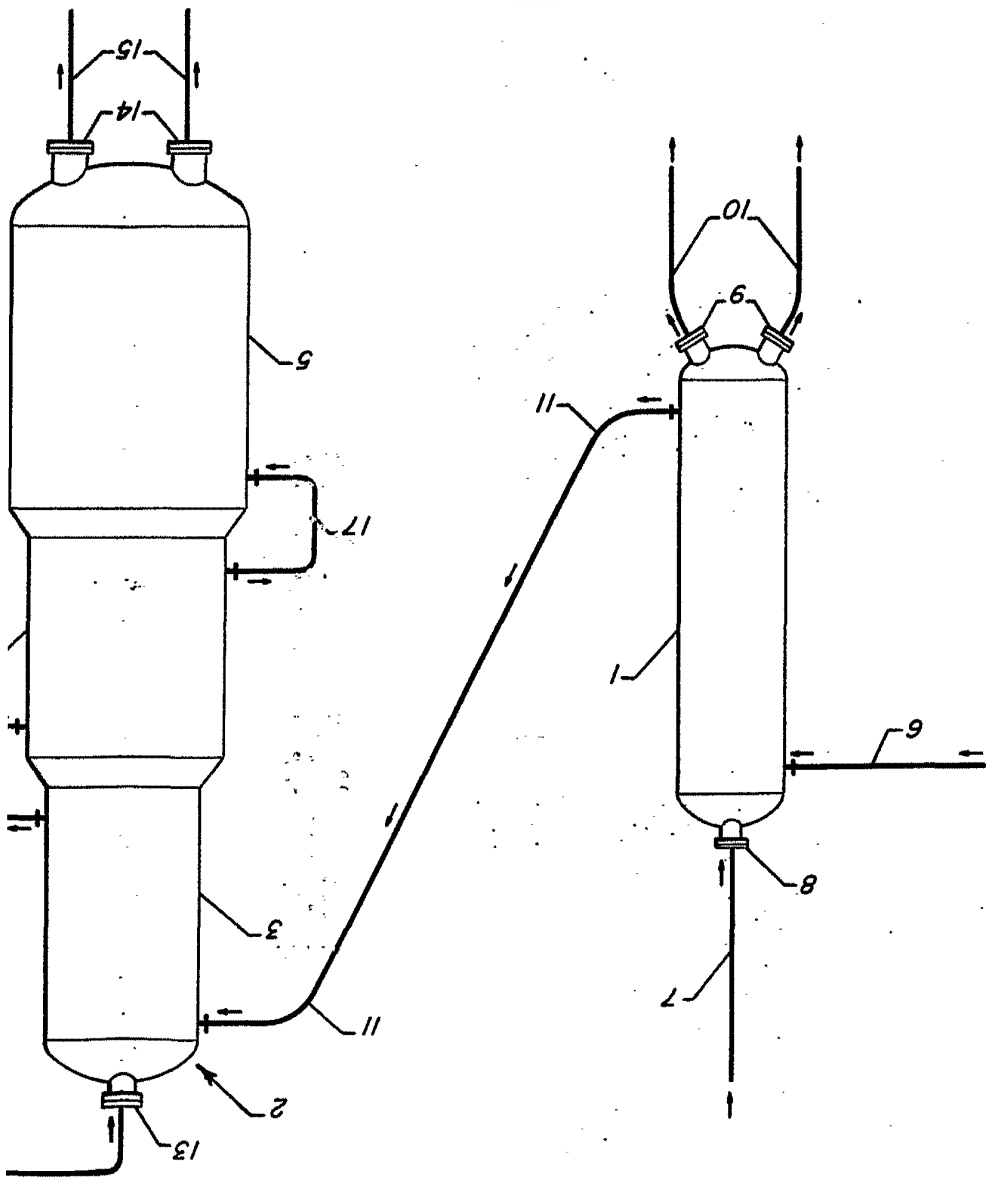
31018

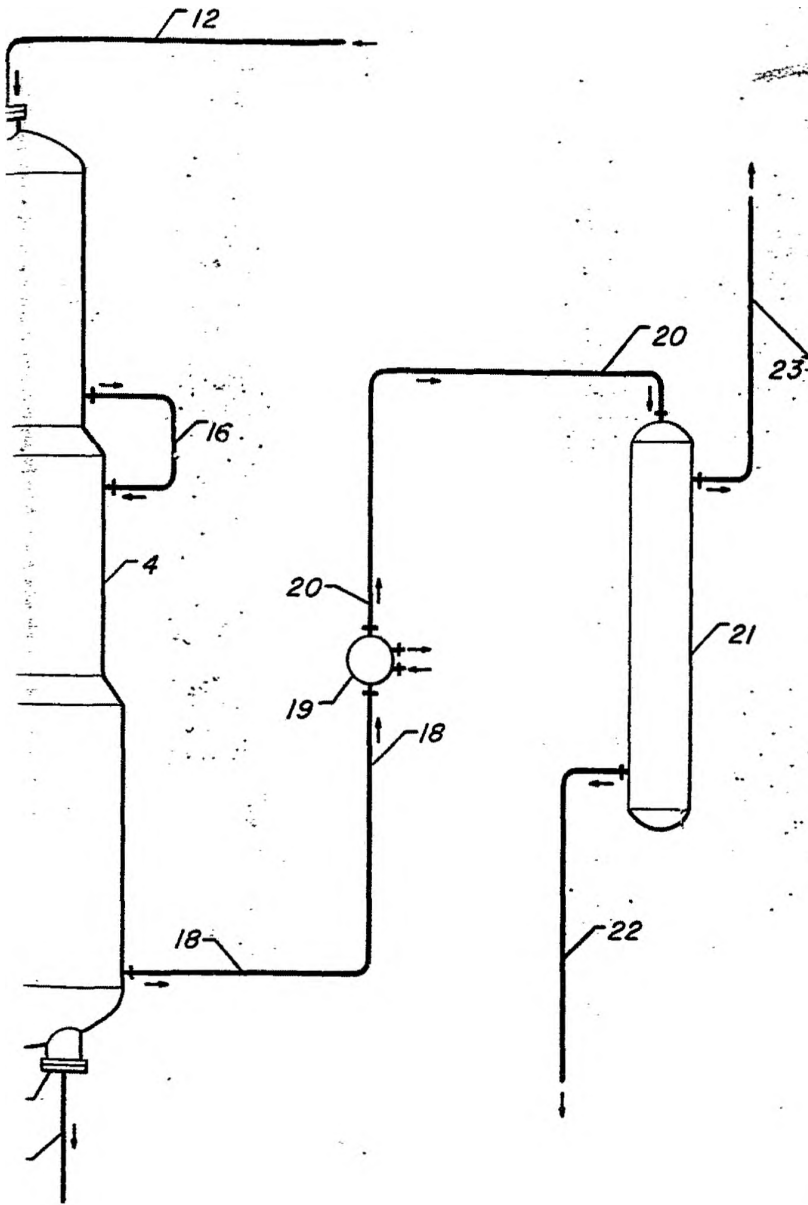
F C M





Alberto de Zubizarreta  
Por Focet





Alberto de Azaburu  
Por Poder

